

# 石油化工设计 给排水

设计参考资料—7

石油工业出版社  
石油化工给排水设计建设组

关于循环冷却水  
水质控制的两三个问题

江苏工业学院图书馆  
藏书章

安徽省石油化工设计院四室水道组

1974年12月

## 一、未经处理的冷却水对热交换系统的危害

### (污垢对换热器效率的影响)

现代化学工厂，全部工业用水中至少有70%以上是作用冷却工艺物料的冷却剂。化学工业换热器的特点是：为了保证生产过程的连续性，对每个单元过程，工艺物料的温度不允许与原设计有较大幅度的波动，物料的过冷或过热，都会破坏工艺生产的稳定性。设计时，对各个换热设备都进行过详细的计算，对冷却水流易、流速、进出口温度都作了明确的规定。

间壁式换热器（诸如夹套、蛇管、套管、列管、水浸……）的热交换能力，概括的用外表面总传热系数  $U_o$  ( $Kcal/m^2 h^{\circ}C$ ) 来表示，总传热易  $Q = AU_o \Delta T$ ，而  $U_o$  包括了间壁内外境界传热系数（热传导、对流、辐射等热力学因素所决定）和间壁的热阻  $hm^2^{\circ}C/Kcal$ 。

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{h_{ro}} + \frac{1}{h_s} + r_w}$$

通常管壁用很薄而导热率很高的金属，热阻  $r_w$  很低。

设计时考虑到管内外表面可能因为腐蚀和积垢而形成热阻很大的遮断物，为了留有余地，以附加的污垢热阻  $r$  来修正总传热系数，使

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{h_{to}} + \frac{1}{h_s} + r_w + r_{to} + r_s}$$

$r_{to}$ 、 $r_s$  就是所谓管内外的污垢系数  $hm^2^{\circ}C/Kcal$ 。

到现在为止，污垢系数的选用，还是按照冷却水水质和流速采用经验数字 (0.0002~0.001) TEMA 标准。

污垢热阻的大小，在一定程度上决定了换热器的大小，原始总传热系数愈高，污垢热阻值略有增大，则  $U_d$  就会大幅度下降，例如当  $U_c = 1000$  时，如果  $r = 0.0001$ ，则  $U_d = 700$ ， $r$  调高到 0.0005， $U_d = 500$ ，因此为了节约设备投资，希望  $r$  值很小，这就必然对水质有更高的要求。

在冷却水一侧形成的阻碍传热导的污垢，包括了水垢、腐蚀产生物、有机杂质、生物淤泥、悬浮物沉积等等，谈到污垢，

往往只联想到水垢，其实水垢只是污垢组成的一部分而远非全部。防止热交换器传热效能低落，不能单纯着眼於防止冷却水结垢，而应把结垢与腐蚀这两个概念，有机的联系在一起考虑。

单纯的水垢，其组成，钙镁占40%左右，碳酸占30%左右，铁占2%，而热交换器中的聚集污垢，其组分却是：铁占20~30%， $\text{SiO}_2$  5~10%，钙只有1~2%，灼烧减量在15~25%左右，说明，污垢组成的繁杂性，按照污垢剥离的难易，可分为硬垢  $\text{CaCO}_3, \text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2, \text{CaO} \cdot \text{Ca}(\text{OH})_2 \cdot 3\text{Ca}(\text{PO}_4)_2, 5\text{CaO} \cdot 5\text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ ，以及腐蚀产生物  $\text{FeO}, \text{Fe}_2\text{O}_3, \text{FeO}_4, \text{FeCO}_3, \text{Fe}_2\text{S}$  等々。多孔质污垢（沉积的悬浮物、胶体物质、生物絮泥）和疏散垢（藻类...）这些污垢，其热传导率  $\lambda$  ( $\text{Kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{h}^\circ$ ) 都很低，硬垢的  $\lambda$  平均在0.3~2，而多孔质与疏散质污垢  $\lambda < 0.05$ ，污垢沉积在热交换面上形成传热率比间壁材料（如钢  $\lambda=40$ ，不锈钢=25）的传热率低下百倍，所谓污垢热阻就表达为

$$r = \delta_d / \lambda_d = \frac{1}{U_0} - \frac{1}{U_d} \quad (\delta_d \text{ 为污垢厚度 } m)$$

$\delta_d$  是难能从理论上计算上，因为影响它的因素太多，从传交换点开始运转时起，污垢还没有沉积  $\delta_d=0$ ，而后随着时间的增长，污垢层堆积，同时受水流冲击的影响，一部分被剥落，简单把积垢过程看成是时间的系数

$$\frac{dR_d}{dt} = \phi_d - \phi_r = \frac{d(\delta_d / \lambda_d)}{dt}$$

而设计换热器时，采用  $R_d$  是定值，那末除非沉积速度  $\phi_d$  与剥落速度  $\phi_r$  有达到相对平衡的时候，否则是没有意义的。

由于污垢组分的复杂，其沉积速度，分别受化学反应速度律、扩散律、沉降律的支配，水中溶解盐类过饱和的晶析—结晶；晶体的聚合；腐蚀过程的反应，都是受反应速度律支配的。 $[\phi_d = C_1 K_r (C_r)^r]$ ，与水中溶解盐类的浓度、渣、固界面温度、离子活度等的关系，无论晶析或腐蚀所产生的物质在沉积过程中，除受金属表面静电吸力影响外，还因在水中局部浓度和水体平均浓度的差异而受扩散机理的支配，同时水中悬浮物和微小的固相物的凝聚沉积又受因粒子与流体的密度差而受沉降律的支配。

配，按照理論計祿这一过程是困难的，何况水中界面活性剂的存在，化学吸附作用也引起更复杂的过程。

沉积过程既然无法計祿准确，而污垢结构的结合力和水流剪力比差形成的剥离过程，也是只能用公式表达，但不能計祿，尽管有些学者，编列了各种各样的模式，但受多变数影响的沉积厚度，到目前为止毕竟只能通过試驗才能测得。探索污垢聚集的过程規律，测定它的导热率，确定 $R_d$ 这是一个有待进行深入细致的試驗研究課題。

当前設計换热器的時候，既然选定了 $R_d$ 值，那就反过来要求对冷却水水质严加控制，一般要求循环冷却水在热交换器中的热金属表面结垢和腐蚀都减少到最低程度，但这样的水质指标却不能具体化，因为特定的水质具体指标只能在特定的条件下才能达到不结垢不腐蚀的要求。

习惯上，当采用循环淡水作冷却水时， $R_d$ 一般在 $0.0002 \sim 0.0004$ 之间选用，假设多组分污垢的平均热传导率为 $0.8 \text{ Kcal/m}^2 \text{ h}^\circ\text{C}$ 当采用 $R_d = 0.0003$ 时，允許 $\delta_d = 0.00024 \text{ m}$  ( $0.24 \text{ mm}$ )，这意味着当热交换器内实际污垢超过 $0.24 \text{ mm}$ 后，就会使热交换器达不到預期的效果。

### 结垢与腐蚀，给热交换系统带来严重的恶果

①，热交换能力急剧下降，实际的 $R_d$ 超过了原設計 $R_d$ ，换热器的总传热系数大幅度下降，原有的换热面积就不能承担設計热負荷的转移任务，同一流量的冷却水，带不走需要带走的热量，被冷却的物料也降不到設計温度。与此同时，由于不均匀沉积垢的阻滞，减少了过水断面，同一压力下，流量也会相应减少，更使传热性能恶化，恶性循环的结果，壁面局部过热，加剧了结垢与腐蚀的过程，直到破坏了工艺生产的平衡，甚至发生事故。

石油五厂，有一个浮头式热交换器，原設計冷却水进出口温度差 $7.7^\circ\text{C}$ ，由于污垢影响，实际上只有 $1^\circ\text{C}$ ，热交换能力下降达8倍。

②，污垢的沉积增加了系统阻力，污垢在热交换系统中沉积，由增加冷却水管路器壁的糙度，直到半堵塞状态，水流阻力的增加，或者迫使减低流量，或者加大流速，给循环水泵和

管系增加負担，操作失去均衡。

③. 現代化工厂自动化水平很高，控制热交换器冷却水的可能有压力与流量的联鎖，或者有温度与压力的联鎖，都是按原設計条件施設的控制系统，由于污垢改变了换热器的热力学条件和水力学条件，整个自控装置会陷入紊乱。

④. 冷却水对系统中金属的腐蚀，尤其是当污垢不均匀积聚，局部湍流所引起的浓淡电池、穿孔腐蚀，严重的影响换热器的寿命，少量的物料滴漏，加速腐蚀，直到設備报废。

不少化工厂为了置换热交换器，每年耗用钢材达二三百吨，赤一笔巨賬，是很惊人的。

## 二. 从設計观点談水质与结垢腐蚀

### (談防垢防腐的几个问题)

冷却水不加处理所造成的后果，如此严重，这当然引起人们的高度注意。

如所周知，水是多电解质溶液，在热交换系统中，由于受热升温，某些具有反溶解度的盐类如 $\text{CaCO}_3$ 、 $\text{MgCO}_3$ 等过饱和结晶出来。而水中的重碳酸盐也因加热而分解，形成碳酸盐沉积。腐蚀过程中产生的氧化铁、碳酸铁、以及硫化物、有机胶状物、矿质胶状物的吸附于壁面，这些都是形成污垢的物质。大致說来，可分为结垢和腐蚀两大类产物，但结垢与腐蚀是不易截然划分的。结垢促进了腐蚀，腐蚀的结果不但形成污垢（腐蚀物的堆积），而且腐蚀产物的微小顆粒，成为新的结晶核，促进水饱和溶解盐类，加速晶析的过程。结垢与腐蚀既然是密切相关着的事物，因此孤立的去解决结垢，或者去解决腐蚀往往是不能彻底解决问题，甚至恰得其反。我们要把结垢和腐蚀看作是一个矛盾者的统一体，注意他们之间的相互关系，利用这些相互牵制与促进的关系，更适当的选用有效的处理流程。

冷却水水质PH值、矿度、硬度、导电率、溶解氧、氯离子浓度、硫酸离子浓度、鈣鎂离子、鈉离子等的浓度等，是结垢和腐蚀的主要因素之一，但这不是唯一的因素。流速、流态、温度等外界条件也起着很大的作用，考虑水质处理时，不能忽略这些相关因素。

單單着眼于防止冷却水结垢，重点的控制碳酸鈣的沉淀成垢就可以了，酸化法、软化法都是为了达到这个目的，降低PH值或减少水中 $Ca^{2+}$ 浓度，无疑的会有有效的防止碳酸鈣的析出，但在广义的污垢沉积的含意下，並沒有彻底解决垢积问题，而且在一定条件下促进了腐蚀，结果污垢反而更厚更多，过去在采用这种防垢措施的同时，要另加防腐抑制剂，但不恰当时，非但耗费了药剂，而且会遇到严重的孔蚀。

### ① 水中 $Ca^{2+}$ 离子的问题

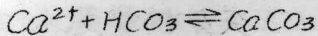
水中的 $Ca^{2+}$ 浓度，对水质控制有密切的关联。

为了控制碳酸鈣结垢，就要使兰格黑尔饱和指数  $PH - PH_s \leq 0$

$$PH_s = (PK_2' - PK_1') - \log(Ca^{2+}) - \log(AIK) + \log\left[1 + \frac{2K_2'}{(H_2S^{+})}\right]$$

$Ca^{2+}$ 克分子浓度，AIK硬度当量/e， $H_2S^{+}$ 为 $CaCO_3$ 饱和时的氢离子浓度。

$PH_s$  为与 $H^+$ 相适应的PH值， $K_2'$   $K_1'$  为碳酸第二电离常数和 $CaCO_3$ 的离子积，这是用分析的PH，鈣·总硬度，溶解固体和温度的总的来表示，水中平衡硫酸鈣和PH之间的关系：



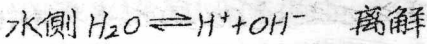
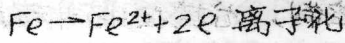
饱和指数是在一定温度下计算得来的。

饱和指数，可以定性的指出碳酸鈣沉淀或溶解的趋势，公式没有表现硬度在升温前后的变化，是在硬度一定的条件，反映PH值与水中平衡 $CO_2$ 的关系。对硬度较高的水，也就是 $Ca^{2+}$ 浓度大的水，趋向性很明确，而对 $Ca^{2+}$ 很少的水，尽管饱和指数相同，其结垢情况往往相差很大。

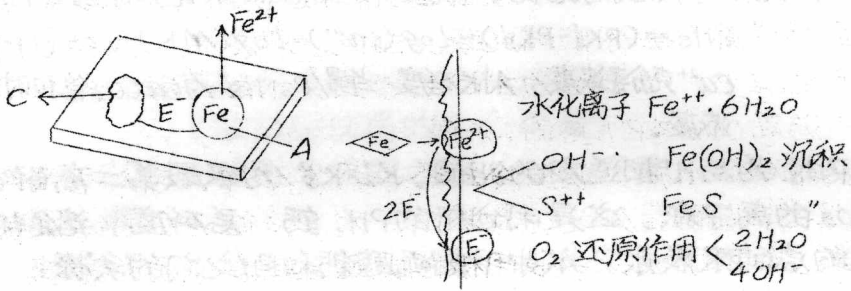
$Ca^{2+}$ 对水的电化学腐蚀有缓冲作用，无溶解盐类的纯水与金属接触时，腐蚀金属的速度仅仅取决于水中溶解氧扩散到金属表面的速度，而含有多电解质的冷却水，尤其是在循环系统中浓缩了几倍的水，盐类浓度，因水分蒸发而相应浓缩，在中性介质的循环水中，PH不是构成腐蚀的主要因素，主要因素仍然是电化学腐蚀。

钢铁是很强的负电位金属，铁离子与水分子的水化力大于铁离子与电子的结合力，在与水接触时，由于钢材材质不均，凹凸不平，水中盐类浓度的不均匀，金属表面温度与水体温度的差异，都可能破坏电解质溶液的平衡电位，产生腐蚀电池。

阳极区铁离子成为水化离子，在金属表面组成带正电的外层，一部分进入溶液，与水离解出来的 $\text{OH}^-$ 化合成 $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 。



$\text{Fe}(\text{OH})_2$ 是在阳极区与阴极区之间形成的，在水中溶解 $\text{O}_2$ 和水反应生成 $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 。  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ 将附着于金属表面，形成新的阳极，与铁面之间产生腐蚀电流，又为 $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 所复盖， $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 又成为阳极，而 $\text{Fe}_2\text{O}_3$ 成为阴极，交替进行，形成孔蚀。



而水中的 $\text{Ca}^{2+}$ ，会使这种过程有所改变，尤其当水中有多量溶解氧存在时（循环水中氧近于饱和），水中溶解的 $\text{CaCO}_3$ 与 $\text{Fe}^{2+}$ 在阳极可以生成 $\text{FeCO}_3$ 沉积。



$\text{CaCO}_3$ 来源于 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 的加热分解，也可能是循环水中溶解的欠饱和 $\text{CaCO}_3$ 。（当 $\text{pH} > 8.4$ 时，有这种可能），这样如果水中不含过量的 $\text{Ca}^{2+}$ 则 $\text{FeCO}_3$ 便堆积在阴极，起到遮蔽阳极与氧的接触，抑制了腐蚀， $\text{Ca}^{2+}$ 超过一定限度，而且水中有充足的溶解 $\text{O}_2$ ， $\text{CaCO}_3$ 就沉积在阳极。

水中含有同一浓度的 $\text{Ca}^{2+}$ ，同样浓度的溶解氧，则 $\text{pH}$ 愈高，腐蚀率愈低。从兰格黑尔饱和指数判断，饱和指数愈大（正值） $\text{CaCO}_3$ 在金属表面上堆积愈大，但 $\text{CaCO}_3$ 沉积愈大并不意味着防腐效果好。 $\text{Ca}^{2+}$ 少，金属表面 $\text{pH}$ 值高的软水比起 $\text{Ca}^{2+}$ 浓度大而 $\text{pH}$ 值低的硬水， $\text{CaCO}_3$ 的堆积量反而大。但前者防腐效果反不及后者，因为在软水中 $\text{CaCO}_3$ 堆积物是非晶形的松散沉积，而硬水中多种电解质和 $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 一起快速的沉积在金属表面，减



缓了腐蚀。

因此，用部分软化预处理补充水的办法，也是有一定限度的，对 $Ca^{2+}$ 浓度要有一定的控制，尤其在采用聚磷酸盐抑制剂时，要严格控制 $Ca^{2+}$ 浓度，使之不超过 $Ca_3(PO_4)_2$ 的极限饱和度， $I.S. = (17.3 + f_{PM} + f_t) - (f_{Ca} + f_{PO_4})$ 但又要控制使 $Ca^{2+}$ 浓度与 $(N_w PO_3)_n$ 的比不少于0.2，否则， $FePO_4 \cdot 2H_2O$  (Ca化合物)的沉淀使膜形不成，不能起到抑制腐蚀的效果。

如果 $Ca^{2+}$ 很低，水中重碳酸盐(如果水型是重碳酸钠型水)的分解，产生的 $CO_2$ 会与腐蚀生成物 $Fe(OH)_2$ 作用，而生成可溶性的 $Fe(HCO_3)_2$ ，又被水中溶解氧氧化成 $Fe(OH)_3$ ，再度析出 $CO_2$ ，构成局部湍流，破坏防腐皮膜，因此水质不同， $Ca^{2+}$ 在结垢与腐蚀的过程中，也表现为不同的形式，不能一般而论。

## ② 游离 $CO_2$ 与PH、总固、硬度

循环冷却水在开放型冷却塔中蒸发冷却，与大气接触， $CO_2$ 逸散，水中溶解氧处于饱和状态，为了使循环冷却水在热交换系统中结垢不明显，一般用极限碳酸盐硬度作为临界值，保持在特定的水温与水质条件下， $CaCO_3$ 不大易析出。

对重碳酸钙型水来讲，极限饱和碳酸盐硬度，实质上就是循环水的临界饱和硬度。此时 $CaCO_3$ 不结晶析出，也就是不继续结垢的循环水应稳定一定的硬度下，硬度一定，PH值与水中 $CO_2$ 有直线关系，并与水的耗氧量有关，一般的情况，冷却塔循环水温在 $40^\circ C$ 左右时，水中游离 $CO_2$ 剩余量 $< 2 mg/l$ ，游离 $CO_2$ 的不足，水在加热过程中，被迫破坏原处于平衡状态的重碳酸盐，分解为碳酸根和游离 $CO_2$ 以达到新的平衡。碳酸根经二级离解，生成 $OH^-$ ，循环水中 $OH^-$ 离子的增加，使PH值有趋向提高的趋势，与此同时腐蚀过程中氧在阴极的去极化作用，也产生 $OH^-$ 离子，在某些条件下， $CO_2$ 在水中也有分解为 $2H^+$ 与 $CO_3^{2-}$ 之可能，这些复杂的反应，又趋向一个新的平衡，许多资料介绍冷却塔，循环水的PH值，有稳定在 $8.3 \sim 8.6$ 之间的倾向， $PH = 8.3 \sim 8.6$ ，意味着在常温时水中只含有重碳酸盐， $CO_3^{2-}$ 离子不会显著存在，把温度与其他因素考虑进去，游离 $CO_2$ 和 $CO_3^{2-}$ 含量比起 $HCO_3^-$ 来也是很少的，说明水中以重碳酸钙形式为，而处于饱和临界点，对加热很敏感，如果用兰格黑尔饱和指数来

計示， $PH_0$  值趨向下降，飽和指數偏正，有結垢的傾向。

說明不濃縮前表現不結垢的水，在循環濃縮後結垢的趨勢加強，但添加抑制劑後的循環水， $PH$  值並不一定昇高，非碳酸鈣型水  $PH$  值也不一定昇高（大慶石油化工廠水），因此，循環水的  $PH$  值，有待進一步試驗研究，否則輕易的採用三格黑爾飽和指標，可能與實際差得很多。

提出這個問題來，只是想說明三格黑爾指標，或者瑞茲納爾安定度指標，只能作為參考，不能引作是可信賴的標準。因為三格黑爾公式沒有考慮硬度的變化，而實際水在濃縮過程中， $M$  硬度卻是變化的，但不像積離子那樣接近濃縮倍數的增加，但與濃縮係數有一定函數關係，這需要綜合水中陰陽離子的組分對比來探討，最實際的當然是通過試驗，並與理論的推導相接合，進一步深入的找出其變化規律與機理。

研究循環水的  $PH$  值，直接影響到水質控制流程的選擇，在工廠環境中更要注意空氣污染，氨、 $H_2S$ 、 $SO_2$  等氣體的混入，而引起結垢與腐蝕的變化。

$H_2S$  和氨腐蝕配管和設備，尤其對於銅件，當氨與氧存在時，形成溶於水的  $Cu(NH_3)_4^{2-}$  錯離子。 $SO_2$  與腐蝕產物反應生成  $FeS$  沉垢，但銨鹽的混入也不是絕對有害的，固定銨對冷卻水有穩定作用，含銨鹽和鉄氰化合物的廢水混入冷卻水中，也可收得防垢防腐的效果。曾經有些單位把合成氨造氣廢水引入冷卻水中，收到了防垢防腐效果，但污染了附近空氣，產生二次公害，還不是理想的辦法。

### ③ 水中溶解 $O_2$

循環水在冷卻塔中，水的變氧力很強，含氧接近飽和，這在熱交換系統中被加熱時，氧的溶解度降低，擴散的能度加大，氧在陰極上的還原過程就成了影響金屬腐蝕進度的決定性因素，腐蝕速度決定於氧在陰極上的超電壓，在防腐措施中，主要着眼點在於設法隔離氧與金屬表面的接觸。曾經用過脫氧的方法，使溶解氧降低到  $0.3$  PPM 以下，但在冷卻水水質控制中，用機械或化學脫氧的方法，都是不經濟的。現在採用的防腐抑制劑，其機理不外：

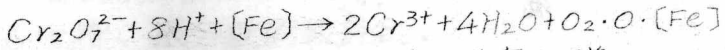
(1) 在陽極形成鈍化膜。

(2) 在阳极或阴极形成沉淀保护膜。

(3) 在阴极形成有机吸附膜。

常用阳极抑制剂如铬酸盐、铜酸盐、亚硝酸盐二类都是氧化剂，吸附在金属表面，并使金属表面生成极薄的氧化皮，具有较正的电极电位。

铬酸盐在水中：



$\text{O}_2 \cdot \text{O} \cdot [\text{Fe}]$  在铁表面为吸附形成氧化膜。

当铬酸盐有足够的浓度时，可以形成  $\text{Cr}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3$  ( $\text{Fe}(\text{O}_4)_2 \cdot \text{Fe}_3\text{O}_4$ ) 在阳极沉积成膜，但铬酸盐浓度很低时，不起这个作用。

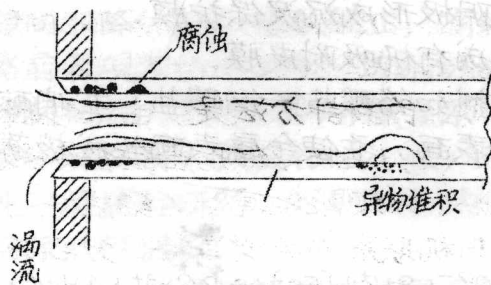
凡是阳极抑制剂用量不足时，反而会引起孔蚀，尤其水中溶解氧多的时候。

比较安全的抑制剂是阴极抑制剂，如聚磷酸盐之类，它起抑制作用还需要氧的存在，形成含有氧化物的防蚀膜，在阴极应该恰当的利用氧在阳极时所产生的  $\text{OH}^-$  离子。锌盐可以起得这个作用，因此锌盐往往被利用来作阴极防腐剂，其实凡是  $\text{M}^{2+}$  型金属离子 ( $\text{Ca}^{2+}$ 、 $\text{Zn}^{2+}$ ) 与重磷酸盐共存时，在适当的 pH 值条件下，都可以生成不溶性金属盐或络合物，而沉积在金属表面。

有机磷酸盐或分子呈不大的可溶性多价醇磷酸化合物是比较理想的抑制剂，这种有机磷酸酯，转化为正磷酸盐的转化率很低，不必担心磷酸三钙的析出沉淀，而组分中的多醇脂对结晶的正常生长有阻滞作用，使晶体细小疏散，不易沉积，结合力低，易于剥离，防止了结垢，而磷酸盐与钙、铁的络合物，在金属表面上生成保护膜，防止了腐蚀，而且不象聚磷酸盐那样对 pH 有严格限制，因此这种既防垢又防腐的抑制剂，大有进一步探索的价值。

总之，从防腐要求出发，应着重于作用于阴极并对溶解氧不敏感的抑制剂，取得隔离溶解氧与金属的接触，并能同时解决防垢问题，只有这样才是最理想的。

溶解  $\text{O}_2$  在水中，不但促进了电化学腐蚀，而且是构成孔蚀的主要原因，与水流流态不均匀等因素结合在一起，就因扩散的难易而形成了氧的浓度电池。

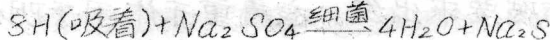
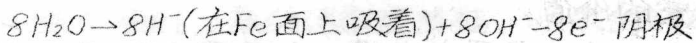
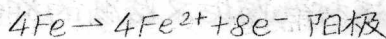


流体与器壁间，水流不是均匀的，在进口处断面急剧缩小，引起的湍流，将腐蚀产生物（氧化物）剥离，剥离后新的金属面又受到腐蚀，反复进行，腐蚀处局部失重，产生物混在流体中，机械摩擦，破坏了保护膜，与流速慢、剥离少形成不均匀的沉积，而堆积起来的污垢又阻碍了流体的均匀性，局部湍流，使异物堆积的迎水面，腐蚀加剧，氧的扩散受到影响聚集在这里，形成氧的浓淡电池，促进了腐蚀，异物下部有穿孔腐蚀。

#### ④ 悬浮物与微生物污染

循环水中悬浮物无疑的是构成污垢的因素，不但如此，而且由于悬浮物的不均匀沉积加速了腐蚀，因而对悬浮物必须尽可能的去除，过去在化工部门规定50PPM，看来是不行了的。

关于微生物的繁殖，可分为两部分，在冷却塔中，因氧气充足，藻类、真菌胶团PH值7，无机营养充分， $PO_4$   $SiO_2$   $HCO_3$   $Mn$   $Fe$  等加上有机物质，而在热交换器中，某些部分氧不足，厌氧性细菌产生，危害最大的是硫酸还原菌和铁细菌，还原菌把硫酸盐还原成 $H_2S$ ，产生粘质胶团，当水中有 $H^+$ 和有机物质时，水中有一个当量的 $H$ ，就溶解出1当量的铁，形成 $FeS$ 。



在阴极起去极化作用，也促成了腐蚀。

当水中有硫酸根、钠盐、和硫化物时，要防止硫酸还原菌的危害，作为杀生剂，常用的是氯，氯离子对防腐皮膜有穿透作用，因此采用的抑制剂要作 $Cl^-$ 的试验。

### 三. 热交换器—冷却塔—水质控制的经济技术关联与设计问题

现在, 我们习惯上的设计方法是, 由工艺设计人员提出冷却水量  $Q$ , 进出口水温,  $t_2, t_1$ , 然后由给排水设计人员据此设计循环系统, 冷却塔, 水质控制等, 结果把一个在技术上, 在经济上都是有着有机联系的关联事物, 分割开来, 除非碰巧, 这样是作不出最经济、最合理的设计的。

如所周知, 换热器大小的根本依据是热负荷与物料进水口要求温度, 在这三个定值条件下, 换热器的设计, 是按照选择进出口冷却水温, 把流态、流速、污垢热阻等 $\dots$ 都考虑进去, 综合平衡计算, 简单一点只考虑冷却水有关的因素, 互相间的关系大体上是这样:

1. 被冷却介质进出口温度  $T_1, T_2$  是已知的, 必须确保的, 由流量及比热, 可以把热交换量确定下来。

2. 而换热器的大小, 某种程度上决定于  $R_d$  值, 而  $R_d$  是水质与温度的关联函数  $\Delta t$  (对数温度差)

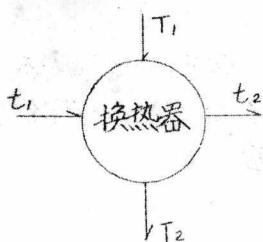
流体温度差与流速, 是决定某种水质条件下, 构成  $R_d$  的主要因素。

3. 而  $(t_2 - t_1) \times Q$  又是冷却塔设计的容易与能力依据, 温差和  $t_1 - t_c$  在一定程度上, 决定了冷却塔的技术参数与经济性。

由此可见,  $t_1, t_2$  决不能轻易的决定, 因为它决定了一系列的技术经济值, 换热器中  $\Delta t$  值所决定的  $R_d$ , 又是冷却水控制程度的指标, 稍高稍低, 都使控制冷却水流程繁易变化很大。

设计应该, 列出包括种种因素的关联方程式, 进行优选, 在现代计算机械条件下, 有可能这样作了, 只有如此, 才能作出多快好省的最佳设计。

关于这一繁琐过程, 计算程序的编制很繁琐, 只举中一个最简单的环节来看一下, 应该怎样确定  $t_1$  或  $t_2$ 。



已知  $T_1 - T_2$  和物料流量与比热,

设计热负荷  $Kcal/n$  已知,

热平衡关系为:

$$Q = w C_p (t_2 - t_1) = U_0 A \Delta t$$

$w$  冷却水量  $Kg/n$ .

CP 水比热

$U_d$  最适宜的总传热系数, 已考虑  $R_d$   $Kcal/h \cdot m^2 \cdot ^\circ C$ .

A 传热面积  $m^2$ .

$\Delta t$  对数温度差.

$$Q = U_d \cdot A \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{2.3 \lg \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (1)$$

一年中的经费 元/年

C = 运行维修费  $C_0$  + 折旧费  $C_p$ .

$H_y$  年运行小时 小时/年.

冷却水单价  $C_w$  (元/Kg)

$1m^2 A$  的投资费用  $C_A$ .

折旧年限  $K$ . %

$$C = C_0 + C_p = W H_y C_w + A \cdot C_A \cdot K \quad (2)$$

把(2)式中的  $W, A$ , 代入(1)式

$$C = \frac{Q H_y C_w}{C_p (t_2 - t_1)} + \frac{Q K C_A \ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)}{U_d (t_2 - t_1)}$$

上式中,  $T_1, T_2$  已知, 只要  $t_1, t_2$  中先假定一个, 就可以用微分法求得当  $C$  值最小时, 相应的  $t_1, t_2$  值.

再依所得的  $t_1, t_2$  值, 求得相应的最经济的  $A$  和  $U_d, W$  (水费).

这是举一个最简单的例子, 整个系统的计算程序当然远比这个繁杂, 因为牵涉到最适  $R_d$  值选择, 情况就会更繁杂, 因为概念上当然  $R_d$  愈小愈好, 但必然的控制水质要求就高, 原水质情况如何, 抑制剂价格如何, 污水要不要处理等, 一连串问题就要统筹考虑参比.

这只是提出一个问题, 有待我们共同努力解决.

安徽省石油化工设计院四室水道组

# 石油化设计

给 排 水

设计参考资料

1975年

石油化工给排水设计建设组编

地 址：安徽省淮南市

安徽省石油化工设计院

内部资料·注意保存

(0.10)